

Der Beitrag Deutschlands zum heutigen Stand der chemischen Technik

Von KARL SCHOENEMANN

Schluß

V. Synthesegas, die Basis vielfältiger Produktionen

Im engsten Zusammenhang mit der Katalyse und deren steigenden Anforderungen sich Schritt für Schritt anpassend, steht die Herstellung der Synthesegas. Auf der bisher alleinigen deutschen Rohstoffbasis Kohle aufgebaut, stellt sie ebenfalls eine typisch deutsche Entwicklung dar. Erst in den letzten Jahren dehnt sie sich infolge der Verteuerung der Kohle auf das zum niedrigeren und stabileren Weltmarktpreis erhältliche Erdöl und auf das in Deutschland selbst gefundene Erdgas aus.

Ammoniaksynthese bedingt Massenproduktion

Durch die Ammoniaksynthese wurde das große Problem der Massenerzeugung aufgeworfen. Erforderte doch schon die 1917 in Leuna installierte Kapazität von jährlich 100000 t N stündlich 10000 Nm³ Stickstoff und 30000 Nm³ Wasserstoff, die beide mittels Hochtemperaturkoks, des einzigen methanfreie Gase liefernden Brennstoffs, hergestellt wurden, der Stickstoff aus Luft als Generatorgas (CO + N₂), der Wasserstoff aus Wasser als Wassergas (CO + H₂).

Die zur Deckung des Wärmebedarfs der Wassergasreaktion erforderliche intermittierende Arbeitsweise des Heißblasens und des Gasens der Koks-schicht (2,46 Nm³ Heißblasegas und 1,85 Nm³ Wassergas je kg Koks) begrenzte die Leistung der Generatoren auf etwa 10000 Nm³/h Wassergas und verursachte dadurch hohe Anlage- und Bedienungskosten sowie, infolge der Wechselbeanspruchung, besonders hohe Reparaturkosten.

Eine grundlegende Verbesserung bezüglich dieser Mängel brachte erst der Übergang zum kontinuierlichen Betrieb, der erstmalig durch das 1921 von FRITZ WINKLER

entdeckte Prinzip der Wirbelschicht bei der Vergasung von Braunkohle verwirklicht wurde. Schon die in Abb. 12 wiedergegebenen ersten Skizzen WINKLERS lassen erkennen, wie klar er die Entwicklungsmöglichkeiten voraus-

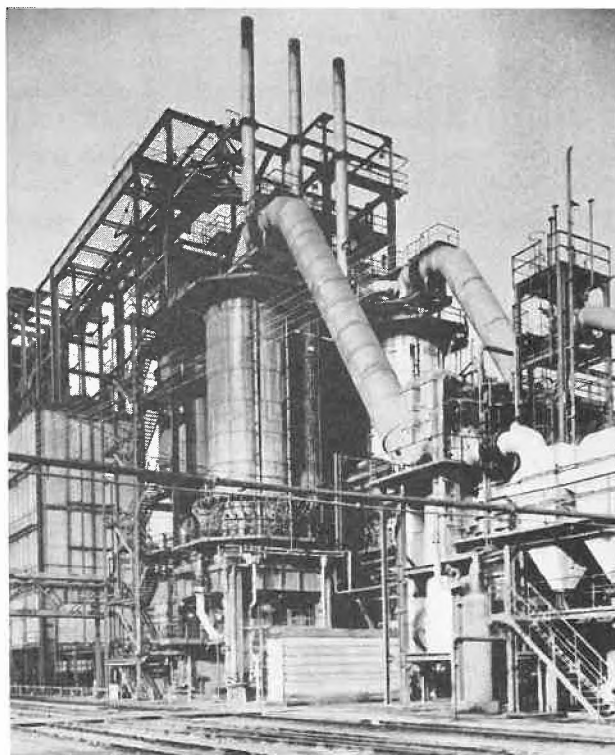


Abb. 13. Winkler-Generator für 50000 Nm³/h Wassergas

sah, die einmal zu den großen Kapazitäten von 50000 Nm³/h Wassergas (Abb. 13) und später zu der breiten Anwendung des Wirbelschichtprinzips für andere chemische Reaktionen führten. Das Wirbelschichtverfahren stellt eine der wirklich großen Bereicherungen der chemischen Technik dar.

Die kontinuierliche Erzeugung von Wassergas im Winkler-Generator erforderte die Anwendung von Sauerstoff, um die Wärmebedarf deckende Verbrennungsreaktion zu steigern (1931). Aus getrockneter Rohbraunkohle wurde ein Wassergas mit 1,5% Methan, aus Braunkohleschwelkoks eines mit 0,7% Methan erhalten, die beide für die Kohlehydrierung, bei der ohnehin Methan entsteht, durchaus geeignet waren. Die Temperatur der Wirbelschicht, die den Schmelzpunkt der Asche nicht übersteigen durfte, wurde durch indirekte Kühlung eingestellt.

Die billige Sauerstofferzeugung nach LINDE-FRÄNKEL wurde, nachdem sie einmal installiert war, auch für die kontinuierliche Vergasung von Hochtemperaturkoks eingesetzt, um für die Ammoniaksynthese methanfreies Wassergas zu erzeugen. Dies hat, in der Hauptsache erst nach dem Zweiten Weltkriege, zu

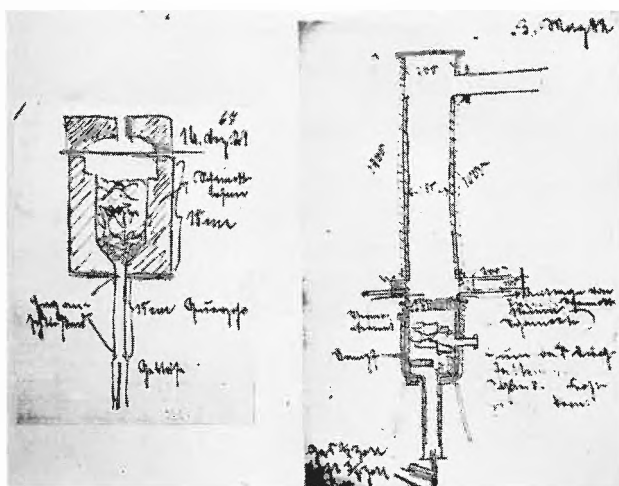


Abb. 12. FRITZ WINKLERS Handskizzen der Wirbelschichtvergasung

der Entwicklung eines Schlackenabstichgenerators geführt, der bei einfachster Bauart die außerordentliche Leistung von 4000 bis 5000 Nm³/h Wassergas je m² Querschnitt und bis zu 60000 Nm³/h je Aggregat erreichte, gegenüber knapp 1000 Nm³ Gas/m² h und 7000 bis 10000 Nm³/h je Aggregat beim intermittierenden Regenerativverfahren. Eine Vorstellung von der Intensität des Vergasungsvorgangs gewinnt man aus der Wärmebelastung dieses Generators, die in dem eigentlichen Flammenraum vor den Sauerstoffdüsen 8 bis 10 Millionen kcal/m² h beträgt.

Die Kohlehydrierung löst die Verwertung der leichten Kohlenwasserstoffe aus

Im Zuge der oben geschilderten Entwicklung der Hochdrucktechnik warf die Kohlehydrierung durch die Notwendigkeit, die unvermeidbar gebildeten gasförmigen Kohlenwasserstoffe wenigstens noch als Rohstoff zu verwerten, zwei Probleme auf, die, über diesen ursprünglichen Zweck hinaus, in der ganzen Welt eine große und grundsätzliche Bedeutung erlangten: die Methanspaltung und die Tieftemperatur-Gaszerlegung.

Um diesen Wasserstoff, der noch 1 bis 2 % restliches Methan enthielt, auch für die Ammoniaksynthese benutzen zu können, mußte das Methan durch eine Nachverbrennung mit zudosierter Luft unter Wasserdampfzusatz in einem Schachtofen bei 900 °C entfernt werden.

Dieses Nachverbrennungsverfahren wurde vor dem Zweiten Weltkriege auf andere methanhaltige Gase, wie Kokereigas, ausgedehnt, wobei die Bildung von Ruß in Kauf genommen wurde. Es ermöglichte in Deutschland eine ausgedehnte Gas-Verbundwirtschaft, derart, daß zum Beispiel das wegen der Methananreicherung auszuschleusende Kreisgas der Methanolsynthese noch für die Ammoniaksynthese verwandt wurde und dergleichen mehr. In Amerika nahm das Verfahren einen großen Aufschwung; von den 1956 hergestellten 4,2 Millionen Tonnen Ammoniak wurden über 80 % aus Methan hergestellt.

In neuerer Zeit gewinnt das Linde-Tieftemperatur-Verfahren zur Zerlegung olefinhaltiger Erdölcrackgase, seien es Raffinerieabgase, seien sie zum Zwecke der

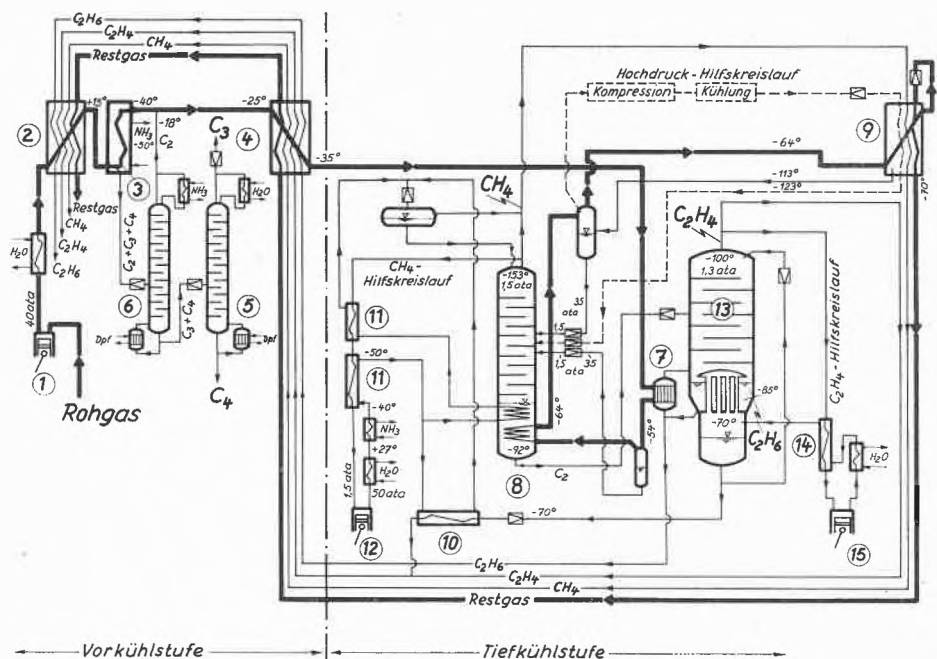


Abb. 14. Die Zerlegung von Crackgas nach dem Linde-Tieftemperatur-Verfahren

Die Umsetzung des Methans mit Wasserdampf zu Wassergas wurde durch die Anwendung eines Nickel-Tonerdezement-Katalysators schon bei einer Temperatur von 750 °C durchführbar, die in einem mit Flammgas beheizten Röhrenbündelkontaktoven technisch und wirtschaftlich erreichbar war (BASF, 1928). Die erste Großanlage von drei Öfen zu je 10000 Nm³/h Wasserstoff wurde 1930 im Rahmen eines Erfahrungsaustausches mit der Standard Oil Company zur Herstellung von Wasserstoff aus Raffineriegas in Bayway (New Jersey) erstellt. Die größte deutsche Anlage (Heidebreck, 1940) umfaßte zwölf Öfen mit zusammen 120000 Nm³/h Wasserstoff, die für die Herstellung von jährlich rund 400000 t Benzin aus Steinkohle ausreichten.

Olefinerzeugung eigens hergestellt, als Grundlage für die Petrolchemie eine immer größere Bedeutung.

Die verfahrenstechnische Aufgabe ist, wie anhand der Abb. 14 verfolgt werden kann, auf geniale Weise gelöst:

Das Rohgas wird so hoch komprimiert (1) und dann so tief gekühlt (2 und 3), daß einmal die C₃- und C₄-Kohlenwasserstoffe restlos abgeschieden werden und zum anderen die bei der Entspannung des Rohgases durch den Joule-Thomson-Effekt eintretende Abkühlung ausreicht, auch das Äthylen möglichst restlos zu kondensieren. Dies erfolgt in der Weise, daß die einzelnen Komponenten Äthan, Äthylen und Methan

fraktioniert (7, 8 und 9) verflüssigt werden, wobei die Kondensationswärme zur Wiederverdampfung der tiefer siedenden Kondensate dient. Die tiefste Verflüssigungstemperatur wird durch Drosselentspannung des Gases auf Atmosphärendruck (hinter 9) erreicht. Die höchst perfektionierte thermodynamische Verschachtelung des Verfahrens gestattet sogar die Zerlegung von Gasgemischen, die einen erheblichen Prozentsatz einer nicht kondensierbaren Komponente enthalten, die, wenn sie wertlos ist, durch alle Stufen des Verfahrens mitgeschleppt werden muß und die fraktionierte Kondensation erschwert.

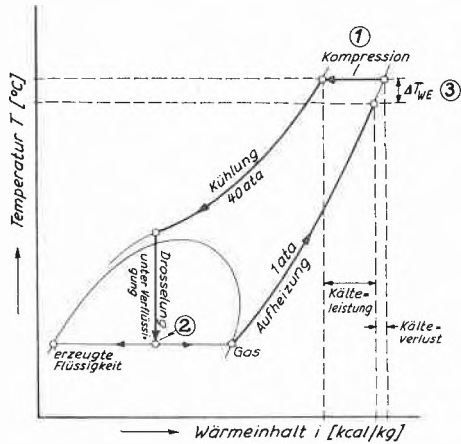


Abb. 15. Die Kälteleistung bei der Gasverflüssigung

Im letzteren Falle wendet man vielfach einen Hochdruck-Hilfskreislauf, zum Beispiel von CH_4 , an (hier gestrichelt), in welchem durch Kompression und Drosselentspannung in der tiefsten Temperaturstufe selbst Kälte erzeugt wird, um die Kohlenwasserstoffe möglichst weitgehend aus dem nicht kondensierbaren Restgas abzuschneiden (C. v. LINDE, 1896).

Der für Synthesen erforderliche Reinheitsgrad der Kohlenwasserstoffe wird durch Rektifikation der Kondensate erreicht. Der Rückfluß wird aus einem Teil des Kopfprodukts durch Kompression, Kondensation und Drosselung erzeugt (13, 14 und 15); dabei dient die Kondensationswärme zur Verdampfung des Sumpfprodukts (C. v. LINDE, 1902).

Die geniale Idee LINDES war, wie Abb. 15 zeigt, die bei normaler Temperatur dem Gas zugeführte Kompressionsarbeit (1) an der Stelle der tiefsten Temperatur des Systems (2) als Kälteleistung für die Verflüssigung nutzbar zu machen. In der Apparatur sind die zu- bzw. abzuführenden Wärmemengen so gut aufeinander abgestimmt, die Gewinnung der freien Kälte ist durch Verwendung hochwirksamer Kreuzgegenstrom-Wärmeaustauscher (Abb. 16) so weit dem theoretischen Optimum genähert, die große Austauschfläche (zum Beispiel 30000 Einzelrohre von zusammen 900 m^2 Fläche) ist so gedrängt untergebracht, und alle Einzelteile sind so gut isoliert, daß durch das Zusammenwirken aller dieser Maßnahmen die Kälteverluste, wie sie in Abb. 15 durch die Temperaturdifferenz zwischen eintretendem Rohgas und austretendem Restgas dargestellt sind (3), auf ein Mindestmaß herabgedrückt werden.

Das Linde-Verfahren erreichte auch für die Kokereigaszerlegung eine erhebliche Bedeutung. Gegen Ende des Krieges entsprach die Kapazität von etwa 0,7 Milliarden Nm^3/Jahr Kokereigas rund 10 % der gesamten Gasabgabe der Kokereien; dabei fielen auch 17000 t Äthylen als Nebenprodukt an. Die heutige deutsche Erzeugung von synthetischem Ammoniak aus Kokereigas in Höhe von 535000 t N/Jahr (1956/57) beruht fast ganz auf der

Gaszerlegung nach LINDE; die obengenannte Methan-spaltung mit Wasserdampf ist für Kokereigas erst im Kommen.

Für die oben beschriebene Vergasung von Kohle mit Sauerstoff wurde die Luftzerlegung nach LINDE durch FRÄNKEL in der Weise verbilligt, daß der Wärmeaustausch, statt indirekt in Röhrenbündelaustauschern, direkt in intermittierend beaufschlagten Wärmeträgerschüttungen erfolgte. Diese sind in den Anlagekosten billiger, arbeiten mit nur 1 bis 2°C Temperaturdifferenz, geringerem Druckverlust sowie ohne vorherige Entfernung von Kohlensäure und Wasserdampf und lassen sehr große Kapazitäten von bis zu $10000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ 98prozentigen Sauerstoff aus $60000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ Luft zu (0,4 statt $0,75 \text{ kWh/Nm}^3 \text{ O}_2$ 98prozentig). Daraus ergibt sich die ständig steigende Verwendung des Sauerstoffs für viele andere Oxydationsprozesse.

Viele Bemühungen zur Verbilligung des Acetylens

Für die aufstrebende aliphatische Großindustrie war in dem erdölarmer Deutschland das Acetylen die bevorzugte Rohstoffbasis. Seine Hauptquelle ist auch heute noch das elektrothermisch erzeugte Calciumcarbid (Knapsack-Griesheim), dessen Produktion 1936 mit jährlich 0,7 Millionen Tonnen 36 % der Weltproduktion und 1943 mit 1,5 Millionen Tonnen wahrscheinlich einen noch größeren Anteil ausmachte.

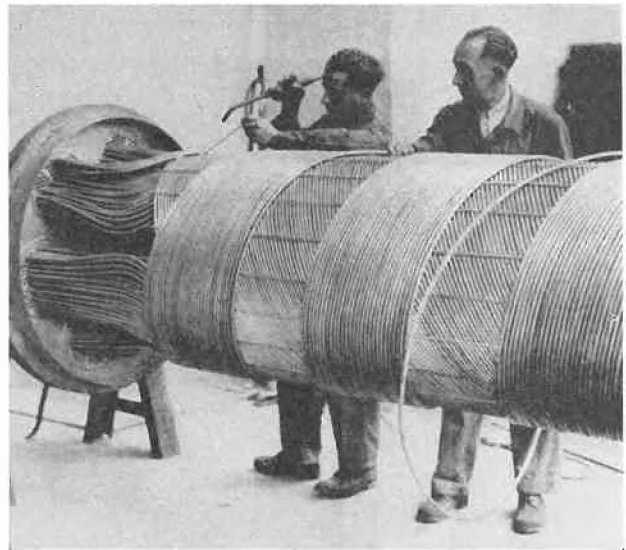


Abb. 16. Gewickelter Kreuz-Gegenstrom-Wärmeaustauscher für die Tieftemperatur-Gaszerlegung

Wegen des hohen Energiebedarfs des elektrothermischen Verfahrens ($9,6 \text{ kg}$ Kohle je $\text{kg C}_2\text{H}_2$) wurde ein sauerstoff-thermisches Carbidverfahren entwickelt, bei dem die Bildungswärme durch teilweise Verbrennung des Koks mittels Sauerstoffs zu Kohlenoxyd in einem Niederschachtofen gedeckt wird (BASF). Die erforderliche Reaktionstemperatur von über 2500°C wurde durch Vorheizung des Sauerstoffs in der Schlackenzone erreicht.

Vor einigen Jahren wurde die erste größere Anlage mit einer Kapazität von 70 t je Tag, das ist ein Drittel der seither üblichen elektrothermischen Einheit, in Betrieb genommen. Außer dem grundsätzlichen Vorteil, daß die Wärme dem Prozeß durch die Verbrennung von Koks direkt, das heißt unter Wegfall der Dampf- und Stromerzeugung, zugeführt wird, ist die Verwertung des entstehenden Kohlenoxyds für andere Synthesen entscheidend für die Wirtschaftlichkeit.

Die durch den Ausbau der Kohlehydrierung anfallenden großen Mengen Methan wurden seit 1930 ebenfalls als Rohstoffquelle für Acetylen herangezogen, und zwar wurden zwei Verfahren der Methanspaltung entwickelt, durch den elektrischen Lichtbogen (BASF, 1927) und durch partielle Verbrennung mit Sauerstoff (BASF, 1935).

Bei der letzteren werden Methan und eine unzureichende Menge Sauerstoff durch Rekuperation auf 600 °C vorgeheizt und in einer Explosionsflamme zu vorwiegend Acetylen und Kohlenoxyd verbrannt. Das Reaktionsgemisch wird zur Hintanhaltung der Rückreaktion und des Acetylenzerfalls in Ruß und Wasserstoff durch Einspritzen von Wasser schnell abgeschreckt und dann durch fraktionierte Absorption getrennt. Die Kapazität des Brenners beträgt 2000 Nm³/h Methan, die Ausbeute 1 kg C₂H₂/4,3 kg Methan und als Nebenprodukt 5 kg Synthesegas (CO + H₂).

Beim Lichtbogenverfahren werden je Ofen ebenfalls 2100 Nm³/h Methan in einem Lichtbogen von 7000 kW zu vorwic-

gend Acetylen und Wasserstoff gespalten mit einer Nebenausbeute an Ruß und Äthylen (Abb. 17 und 18). Wegen der gegenüber der partiellen Verbrennung höheren Ausbeute von 1 kg C₂H₂/2,4 kg CH₄ kommt es in erster Linie bei hohem Rohstoff-, aber niedrigem Strompreis in Frage. Die Chemischen Werke Hüls, die praktisch ganz auf dieser Rohstoffbasis aufgebaut sind, arbeiten in enger Verbundwirtschaft mit einerseits den benachbarten Hydrierwerken, Raffinerien, Erdgasfeldern und Kokereien, von denen sie Methan beziehen, und andererseits mit Synthesewerken, denen sie Wasserstoff liefern. Durch die Speicherung der Gase ist die Möglichkeit gegeben, die große installierte Leistung der 16 Lichtbögen von zusammen 112000 kW zeitweise abzuschalten, was den Ausgleich der Bedarfsspitzen in der öffentlichen Energieversorgung wesentlich erleichtert und zu niedrigen Strombezugspreisen führt (Abb. 19 und 20).

Ein neues Verfahren zur Herstellung von Acetylen (Farbwerke Hoechst, 1957) geht von billigem Flüssiggas oder Leichtbenzin aus, das in Flammgasen von über 2000 °C eingespritzt und mit einer Ausbeute von 50 bis 60 % in ein Gemisch von Acetylen und Äthylen gespalten wird. Durch entsprechende Wahl der Reaktionsbedingungen ist es möglich, je nach Bedarf mehr Acetylen oder mehr Äthylen zu erzeugen, wobei die Trennkosten dank der hohen Konzentration beider Gase (von je 30 Vol. % des Rohgases) relativ niedrig sind. Die erforderliche Wärme wird durch Verbrennung des im wesentlichen aus Wasserstoff und Methan bestehenden Restgases mit Sauerstoff zugeführt. Alternativ ist es

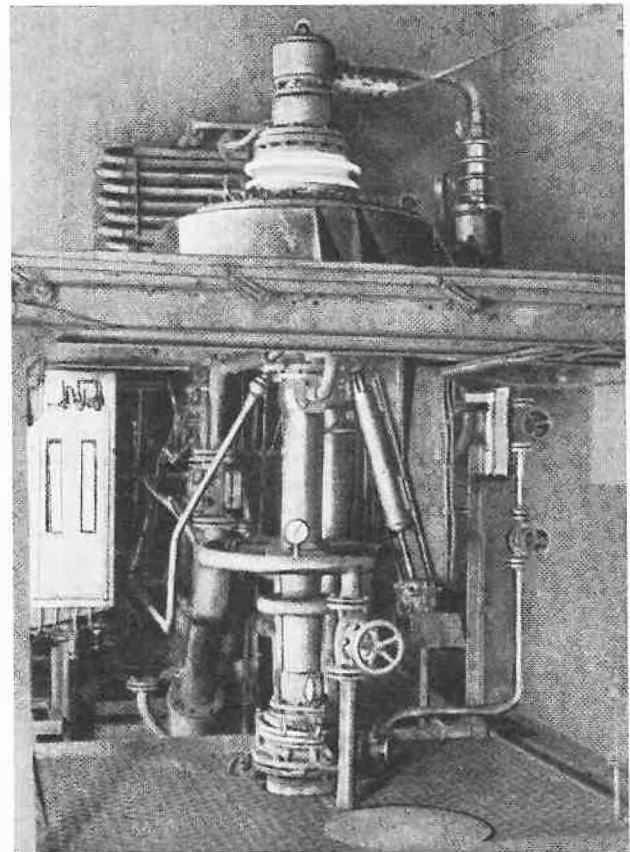
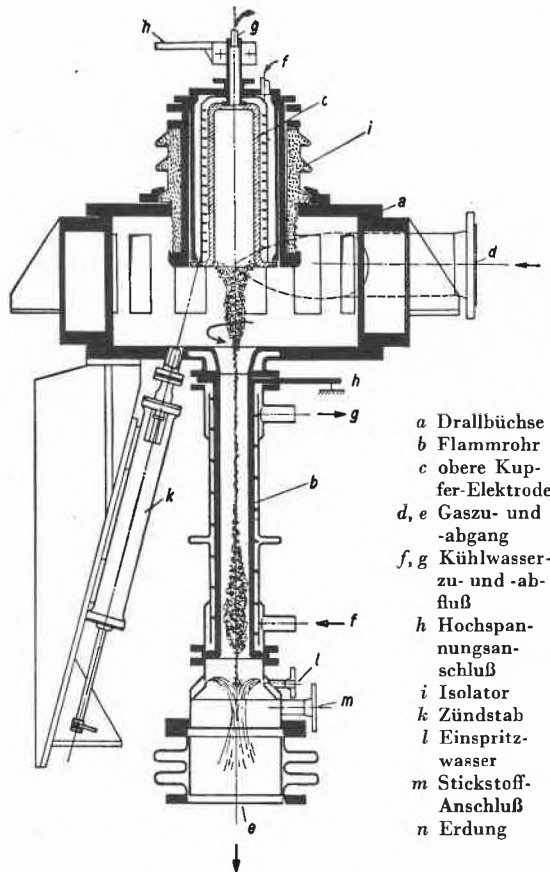


Abb. 17 und 18. Lichtbogenofen für Acetylen, schematisch und im Bild

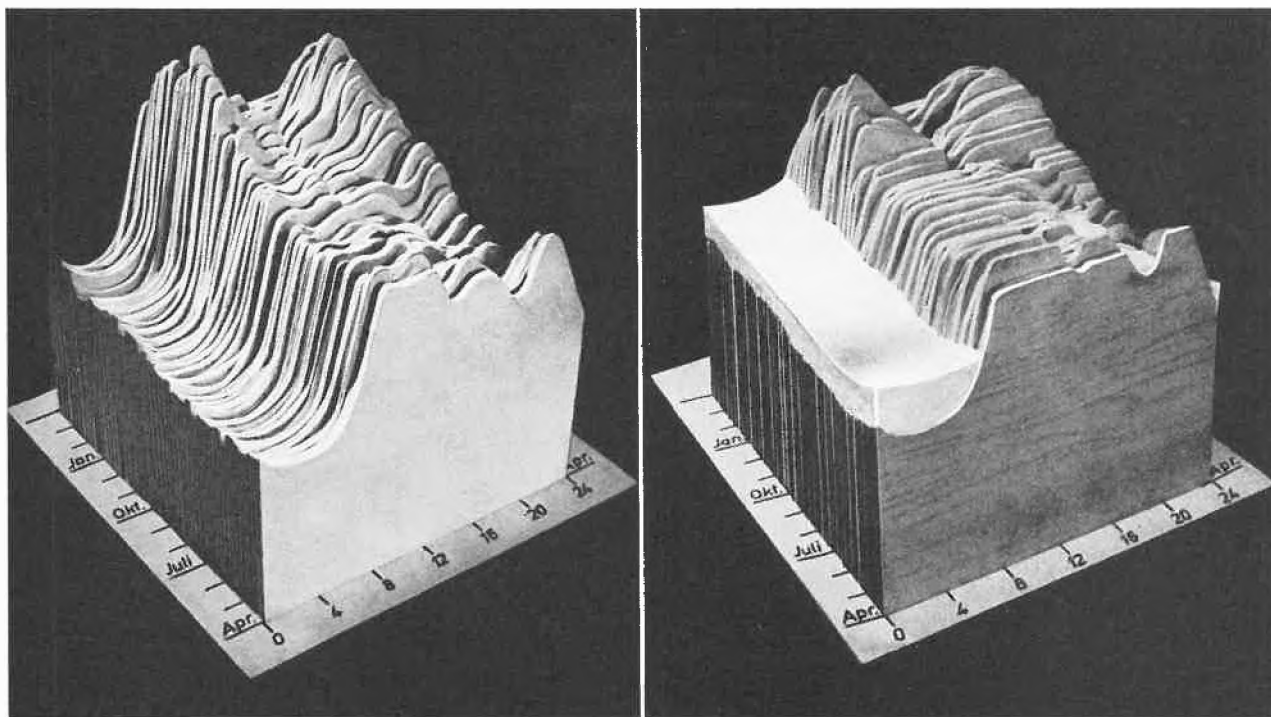


Abb. 19 und 20. Spitzenausgleich durch Verbundwirtschaft

19. Relief der Belastung (Morgenseite) ohne Hüls

20. Relief der Belastung (Morgenseite) mit Hüls

möglich, den größten Teil der Energie durch Verbrennung von Einsatzprodukt aufzubringen, so daß 90 % des Restgases für Synthesezwecke zur Verfügung stehen. Die Wärmeverluste sind infolge der außerordentlich hohen Brennkammerbelastung von $7 \cdot 10^9$ kcal/m³ h sehr gering.

Äthylen jetzt auch auf neuen Wegen

Die Chemie des Äthylens, einer der kräftigsten Zweige der modernen chemischen Industrie, erhielt ihren Auftrieb in Deutschland bald nach dem Ersten Weltkriege dadurch, daß durch die Umstellung der Indigosynthese aus Anilin von Äthylenchlorhydrin auf Blausäure für das erstere in Glykol und Glykoläther neue Verwendungszwecke gefunden wurden. Diese Produkte nahmen einen starken Aufschwung, dem sich in den dreißiger Jahren Textilhilfsmittel und Diglykol sowie die Äthylenprodukte Styrol, Hochdruckpolyäthylen und synthetisches Hochleistungsschmieröl anschlossen.

Die Deckung des Äthylenbedarfs war von jeher schwierig. Neben der klassischen Gewinnung durch Dehydratisierung von Alkohol und dem billigen Anfall als Nebenprodukt der Kokereigaszerlegung und des Lichtbogenacetyls entfiel die Hälfte der Anfang der vierziger Jahre erreichten Höchstkapazität von 200 000 t je Jahr auf die Hydrierung von Acetylen.

Eine weitere Quelle von damals ein Viertel der Gesamtkapazität stellte die Dehydrierung des im Kohlehydrierabgas anfallenden Äthans dar, das in Leuna früher durch Tieftemperaturzerlegung und später, billiger,

durch Auswaschung mit flüssigem Butan gewonnen wurde. Die Dehydrierung wurde anfangs intermittierend im Cowper, nach Entwicklung der hochhitzebeständigen Nickel-Chrom-Stähle aber auch kontinuierlich im Röhrenofen bei 800 °C unter Vakuum mit bzw. ohne Zugabe von Sauerstoff durchgeführt; das Spaltgas mit 33 Vol. % Äthylengehalt wurde in einer Linde-Anlage zerlegt (BASF, 1930).

Nach dem Kriege haben die starke Steigerung des Äthylenbedarfs einerseits und die steigenden Energiepreise andererseits dazu geführt, die Äthylenherstellung von der Acetylenhydrierung auf die Krackung von billigem Erdöl zu verlagern. Diese neue Entwicklung ist von allen großen chemischen Werken aufgenommen worden.

Zuerst wurde unter Ausnutzung der bestehenden Anlagen für die Zerlegung von Kokereigas dessen Äthylengehalt durch Beimischung von Erdölrückständen zur Koks-kohle erhöht. Beim Lichtbogenacetylen wurde die hohe Temperatur des Spaltgases zur Spaltung von Flüssiggas zu Äthylen verwandt. Auch die rein thermische Krackung von Erdölfraktionen im Röhrenspaltofen wurde, in Verbundwirtschaft mit der Herstellung von Krackbenzin und der katalytischen Druckhydrierung der Krackrückstände, aufgenommen (Union Rheinische Braunkohlen Kraftstoff AG; Rheinische Olefinwerke, Wesseling, demnächst 30 000 t/Jahr C₂H₄).

Darüber hinaus wurde auch die rein pyrolytische Spaltung von Rohöl im Wärmeträgerwanderbett in Deutschland aufgenommen. Zwecks Gewinnung des Ölkokes

werden anstelle der üblichen keramischen Wärmeträger solche aus Koks benutzt, denen die erforderliche Spaltwärme durch indirekte Aufheizung in einem Röhrenofen zugeführt wird. Je nach der Spalttemperatur entstehen neben Äthylen wechselnde Mengen an Propylen und Butylen. Die Gesamtausbeute an Olefinen liegt über 40%. Eine Großanlage dieser Art für einen Durchsatz von 50 000 t Rohöl je Jahr ist seit 1955 in Betrieb (Farbwerke Hoechst).

In der gleichen Richtung liegt die Spaltung von Rückstandsöl in einer Wirbelschicht von umlaufendem Sand als Wärmeträger (Lurgi; Bayer, Leverkusen, 1958 40 000 t jährlicher Durchsatz).

Die in den deutschen Werken angewandte Kombination verschiedener Spaltverfahren mit der Gewinnung von Acetylen, Olefinen, Aromaten und Synthesegasen stellt eine sehr typische Art der Erdölverwertung dar, bei der nur im Werk selbst benötigte Produkte erzeugt werden und die Aufnahme des werksfremden Treibstoffgeschäftes vermieden wird. Die den deutschen Werken eigene Beweglichkeit in der Rohstoffdeckung ermöglicht es, bei Produkten, für die das teure Acetylen nicht aus chemischen Gründen unumgänglich notwendig ist, auf Äthylen auszuweichen.

Gasreinigung, ein Problem für sich

Die eleganten Lösungen des Problems der extremen Reinigung des Ammoniaksynthesegases (BASF, 1910 bis 1918) durch Entfernung des Schwefels mittels Aktivkohle bis auf 2 mg S/Nm³, der katalytischen Konvertierung des Kohlenoxyds unter Regeneration der Verdampfungswärme des Wassers für die Gasbefeuchtung durch einen Heißwasserkreislauf, der Auswaschung der Kohlensäure mit Wasser von 20 ata unter Energierückgewinnung und der Entfernung des restlichen Kohlenoxyds mit ammoniakalischer Kupferoxydlösung bis auf 0,01 Vol. % CO sind inzwischen in der ganzen Welt verbreitet.

Bei der Einführung der schwefelwasserstoffreichen Gase aus der Schwelung, Hydrierung, Krackung und Direktvergasung von Kohle und Erdöl wurde in der Auswaschung mit Alkaxidlösung (Glykokoll- und Alanin-Na) eine hochleistungsfähige Vorentschwefelung gefunden (BASF, 1932). Der organische Schwefel wurde bei höherer Temperatur mit Eisen-Kupfer- und anderen Katalysatoren entfernt.

In den letzten Jahren haben die steigenden Anforderungen an die Reinheit der Synthesegase und der Zwang zur Senkung der hohen Anlagekosten dazu geführt, möglichst sämtliche Verunreinigungen einschließlich des organischen Schwefels in einem einzigen Arbeitsgang zu entfernen. So nutzt die Lurgi bei ihrem Rectisol-Verfahren (1949 bis 1956, Abb. 21) die große Löslichkeit der Verunreinigungen in Methanol von -40 bis -70 °C bei 25 ata zu deren restloser Auswaschung aus. Diese genügt selbst in sehr schwierigen Fällen, wie der Fischer-Tropsch-Synthese, mit einem durch direkte Vergasung minderwertiger Kohle hergestellten Synthesegas. Die Einheiten werden bis zu einer Leistung von 100 000 Nm³/h gebaut. Der erforderliche Waschkreislauf ist sehr gering, und die Regenera-

tion erfolgt größtenteils durch einfache Entspannung, wobei sich das Methanol durch Entzug der Desorptionswärme von selbst abkühlt. Dieser Typ der Gasreinigung stellt schon einen Übergang zur Tieftemperaturgaszerlegung dar, mit der er sich wegen der guten Vorreinigung und wegen der Ausnützung der für die Vorkühlung erforderlichen Kälteenergie ausgezeichnet kombinieren läßt.

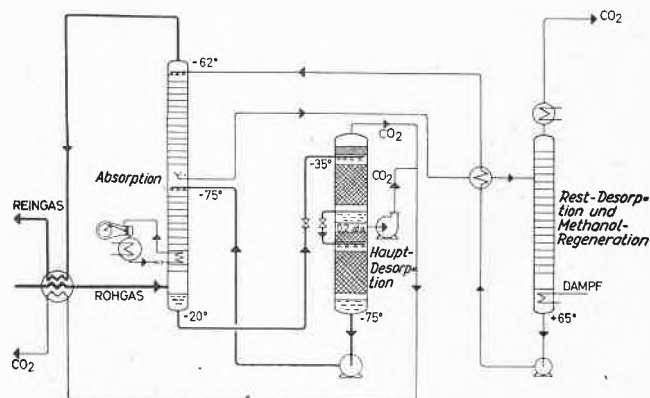


Abb. 21. Gasreinigung nach dem Rectisol-Verfahren

VI. Kokerei und Teerverwertung die alte Rohstoffgrundlage, Krackung und Schwelerei die zukünftige

Die moderne Kokerei im Horizontalkammerofen, die vom Ausland übernommen wurde, hat in Deutschland durch die Einführung der regenerativen Beheizung (Querregenerator, 1904), die Verwendung von Schwachgas, die konsequente Erfassung der Nebenprodukte und die Errichtung von Zentralkokereien einen sehr hohen Stand erreicht, der durch die führenden Firmen über die ganze Welt verbreitet wurde.

Die Aufarbeitung der großen Mengen Steinkohlenteer von heute wieder fast 2 Millionen t/Jahr, die schon seit 1905 für das ganze Ruhrgebiet in einigen Großanlagen zentralisiert war, von denen die größte in Duisburg-Meiderich jährlich 300 000 t, später nahe an 1 Million t Teer durchsetzte, lieferte dank der schon vor dem Ersten Weltkriege hochentwickelten Destillationstechnik die aromatischen Ausgangsstoffe der organischen Synthese. Sie wird, da der Teeranfall mit dem Koksverbrauch bis 1975 nochmals um nahezu die Hälfte steigen wird, auch weiterhin ausreichen. Mengen- und wertmäßig sind in dem ölarmen Deutschland allerdings von jeher die schweren Öle und das Pech entscheidend gewesen.

Für den deutschen Kohlebergbau, dessen gesamte Förderung (abzüglich Selbstverbrauch) in Höhe von 114 Millionen t einen Wert von 5,6 Milliarden DM (1955) darstellt, erbrachte die von den Zechen selbst durchgeführte Veredlung von 56 Millionen t Kohle zu Koks, Gas, Teer, Ammoniak, Schwefel und organischen Zwischenprodukten, wie Phtalsäure, synthetisches Phenol usw., eine Werterhöhung von 1,2 Milliarden DM, welche die durch die immer tiefer werdenden Teufen (bis 1200 m) erhöhten Förderkosten kompensieren hilft.

In den letzten Jahren hat die stärkere Steigerung des Stadtgasbedarfs gegenüber dem Koksbedarf zur Entwicklung von Verfahren zur restlosen Vergasung der Kohle geführt, die mit Sauerstoff und Wasserdampf kontinuierlich und, zur Steigerung des Methangehaltes auf 15 bis 22 %, unter 20 ata Druck erfolgt (Lurgi, 1934, Abb. 22). Für Synthesezwecke wird das Methan katalytisch mit Wasserdampf umgesetzt. Die größte Anlage mit einer Kapazität von 3100 t Kohle je Tag in acht Generatoren wurde für eine Fischer-Tropsch-Anlage in Südafrika errichtet.

In der Größenordnung mit der Hochtemperaturverkokung der Steinkohle durchaus vergleichbar war während des Krieges die Tieftemperaturverkokung der Braunkohle, deren jährlicher Durchsatz über 20 Millionen t vorgetrocknete Braunkohle und deren Teerausbeute 2,3 Millionen t betrug. Der Ausbau erfolgte im Hinblick auf die Hydrierung des Schwelteers zu Benzin. Die zweite Voraussetzung war die Verwendung des Halbkokes für die damals aufkommenden Großkraftwerke mit Staubfeuerung sowie für die Synthesegasherstellung.

Die technische Aufgabe, große Kohlemengen durchzusetzen, welche durch die mechanische Umwälzung der Kohle an der Heizfläche nur unzureichend gelöst war (100 t, zuletzt 150 t getrocknete Braunkohle je Aggregat und Tag), wurde durch das neue Prinzip bewältigt, die Wärme in einem Schachtofen durch heißes Spülgas von etwa 650 °C direkt auf die Kohle zu übertragen (Abb. 23, Lurgi-Spülgasschmelofen), für das der Querschnitt des Ofens beliebig vergrößert werden konnte. Der Durchsatz wurde hierdurch bis auf 500 t Braunkohle je Tag und Aggregat gesteigert (32 m² Querschnitt). Dazu kamen als weitere Vorteile die einfache regenerative Vorheizung des Spülgases durch die heiße Koksschicht, dessen Spitzenaufheizung durch Verbrennung eines Teiles des eigenen Schwelgases, die einfache Trocknung der Kohle mit Wälzgas im oberen Teil des Schwelofens, die Schonung des Teers durch die kurze Verweilzeit usw. Durch Brikkettierung der Braunkohle in Spezialringwalzenpressen wurde ein stückiger Koks für Generatoren erhalten.

Steinkohlen wurden damals nur in Mengen von 0,75 Millionen t geschwelt. Der sehr reaktionsfähige Koks diente für die Carbidherstellung und für metallurgische Zwecke; er findet dafür heute in steigendem Maße das Interesse des Auslandes.

Auch auf die Schwelung von Ölschiefer, der angesichts der riesigen Ölschieferlager der Welt und der zunehmenden Verteuerung der Erdölförderung für die Zukunft eine große Bedeutung beizumessen ist, wurde das Prinzip der Spülgasschwelung mit Erfolg angewandt.

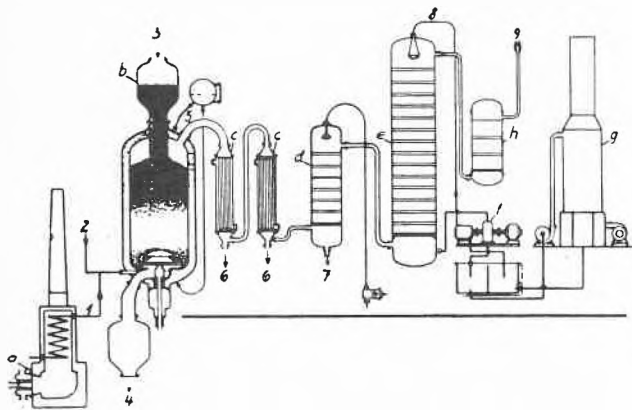


Abb. 22. Kontinuierliche Druckvergasung mit Sauerstoff

a Dampfüberhitzer; b Druckgaserzeuger; c Kühler; d Ölwäscher; e Druckwasserwäsche; f Pumpe, Turbine; g Belüftungsturm; h Restentschwelung; 1 Dampf; 2 Sauerstoff; 3 Brennstoff; 4 Asche; 5 Rohgas; 6 Teer und Öl; 7 Benzin; 8 Kreislaufwasser; 9 Reingas

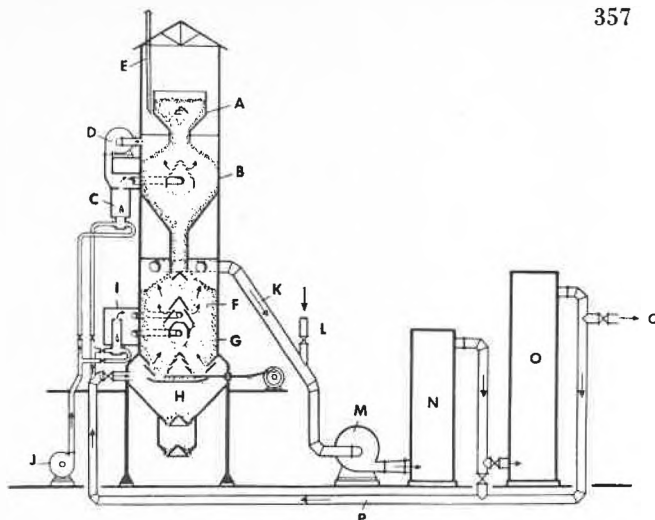


Abb. 23. Spülgasschwelung von Braunkohle

A Kohlenbunker; B Trockenzone; C Brenner; D Gebläse; E Schwadenabzug; F Schwelzone; G Kokskühlzone; H Koksaustragung; I Brenner; J Luftgebläse; K Schwelgasleitung; L Anfahrsgas; M Gebläse für Spülgaskreislauf; N Kühler; O Leichtölwäscher; P Reingaskreislauf; Q Überschußgas

Wegen der schon erwähnten unzureichenden Treibstoffversorgung wurde in den zwanziger Jahren die katalytische Kohlenwasserstoffsynthese nach FISCHER-TROPSCH entwickelt und während des Zweiten Weltkrieges auf Basis von Steinkohle- wie Braunkohlekoks zu einer Gesamtkapazität von jährlich 700 000 t Kohlenwasserstoffe ausgebaut.

Die hohe Reaktionswärme von 650 kcal/Nm³ umgesetztes Synthesegas (H₂:CO = 2:1) wurde damals in der Weise beherrscht, daß man den Katalysator in dünner Schicht (10 mm) in Reaktoren mit mehreren tausend Ringrohren oder Lamellen einbaute und mit sehr geringen Durchsatzes arbeitete, um eine örtliche Überhitzung des Kontaktes und die damit sofort einsetzende stark exotherme Methanbildung zu vermeiden. Nach dem Kriege ist man dazu übergegangen, durch sehr viel höhere Gasgeschwindigkeiten (mit 2 bis 4 m/s das 40- bis 80fache des älteren Verfahrens) sowohl die Wärmeabführung an die Wand zu verbessern als auch die Reaktionswärme einfach aus dem Reaktor hinauszublasen; dank der hohen Geschwindigkeit verteilte sich der Umsatz von etwa 60 % ziemlich gleichmäßig über die gesamte Rohrlänge. Mittels eines Gaskreislaufes wird jetzt eine Ausbeute von über 90 % der Theorie erreicht, die Raum-Zeit-Ausbeute ist um das Siebenfache auf 0,07 kg/Liter Kontaktraum und Stunde gesteigert und die früher erforderliche Kühlfläche von 3 m²/Nm³ stündlichem Gasumsatz infolge des nunmehr zulässigen größeren Rohrdurchmessers auf 0,24 m² gesenkt (Lurgi-Ruhrchemie, 1955). In der größten Anlage in Südafrika mit einer Kapazität von jährlich 90 000 t Kohlenwasserstoffen sind fünf Reaktoren mit je 40 m³ Katalysatorfüllung, die in Rohren von 12 m Länge und 50 mm Durchmesser untergebracht ist, in Betrieb.

VII. Kunststoffe und Buna wieder in voller Entwicklung

Die originellen Beiträge Deutschlands zur Kunststoffchemie liegen hauptsächlich auf dem Gebiete der Polymerisation. Nachdem die Entwicklung schon vor dem Ersten Weltkriege mit der Herstellung des Vinylacetats und dessen einfacher Blockpolymerisation (Farbwerke Hoechst, 1912) und während des Ersten Weltkrieges mit der Synthese des Dimethylbutadiens (Bayer, Leverkusen

sen, ab 1909) und dessen Polymerisation mittels Wärme begonnen hatte, erfolgte ein starker Auftrieb im Jahre 1925 dadurch, daß die zur IG Farbenindustrie zusammengeschlossenen großen Chemiewerke die Kautschuksynthese neben der Kohlehydrierung als große industrielle Aufgabe erkannten.

Die Synthesemöglichkeiten für die Monomeren Butadien, Styrol und Acrylnitril waren bekannt, ebenso bestand vom Naturkautschuk und vom Isoprenkautschuk her eine gewisse Erfahrung der Verarbeitung.

Der wichtigste Fortschritt war die Verfeinerung der schon 1912 entdeckten Emulsionspolymerisation (Bayer, Leverkusen, 1912), durch welche gleich zwei entscheidende Probleme gelöst wurden. Einmal konnte die hohe Polymerisationswärme von rund 20 kcal/Mol Butadien infolge der großen Wärmekapazität der wäßrigen Emulsion und des guten Wärmeübergangs ohne Schwierigkeit abgeführt werden. Sodann war es jetzt möglich, durch Zusatz synthetischer Emulgatoren und Polymerisationsbeschleuniger sowohl die Geschwindigkeit als auch, unter Zuhilfenahme von Reglersubstanzen, die Kettenlänge der Makromoleküle optimal einzustellen.

Besonders wirksame Aktivatoren wurden in den Redoxsystemen gefunden, bei denen durch Wechselwirkung zwischen einem organischen Peroxyd und einem Reduktionsmittel hochaktive Radikale entstehen, welche die Polymerisation schon bei tiefer Temperatur genügend beschleunigen und so die unerwünschte Vernetzung hintanhaltend (Farbwerke Hoechst, 1937–1940). Durch Einpolymerisieren von Styrol konnte dem Buna eine hohe Abriebfestigkeit und durch Acrylnitril eine hohe Ölfestigkeit verliehen werden. Bei der kontinuierlichen

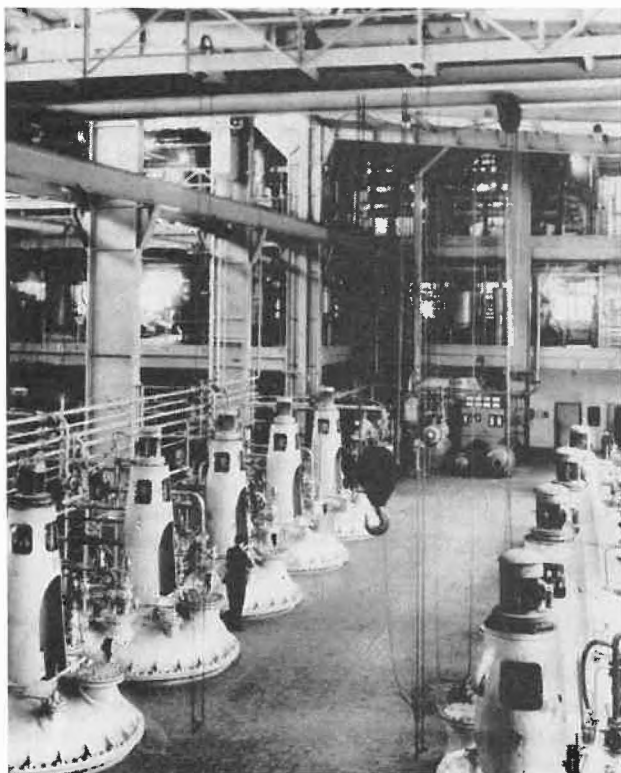


Abb. 24. Kontinuierliche Emulsionspolymerisation von Buna

Durchführung, die für die Massenproduktion erforderlich war, wurde, um die Verweilzeit und damit den Polymerisationsgrad aller Durchflußanteile gleichmäßiger zu gestalten, in Deutschland erstmalig das Prinzip der Unterteilung des Reaktionsvolumens auf eine größere Anzahl (etwa zehn) hintereinandergeschalteter Rührkessel bewußt angewandt (Abb. 24 und 25). Wegen der mit steigender Verarmung an Monomerem nachlassenden Geschwindigkeit des Kettenwachstums gegenüber der Vernetzung wurde die Polymerisation bei 60% Umsatz abgebrochen. Trotzdem mußte bis in den Zweiten Weltkrieg hinein das sehr hoch polymerisierte Material einem oxydativen thermischen Abbau im Autoklav oder auf der Walze unterworfen werden, um bessere physikalische Eigenschaften zu erzielen. Bei der Vulkanisation wurde als weiteres Kernstück die gegenüber dem Naturkautschuk vielfach stärkere Steigerung der Zugfestigkeit durch aktiven Ruß festgestellt und ausgebaut (Bayer, Leverkusen, 1927). Gleichzeitig mit diesen Erkenntnissen wurde die Herstellung des Butadiens vervollkommenet, zunächst über Aldol auf der Basis Acetylen und später über Butindiol auf der gemischten Basis Acetylen und Formaldehyd. Die Gesamtkapazität der vier deutschen Bunaerwerke betrug im Jahre 1944 160 000 t Kautschuk.

Bei allen diesen Arbeiten bedeutete die theoretische Fundierung durch die Begriffe der makromolekularen Chemie und durch Aufstellung von Arbeitshypothesen eine wesentliche Voraussetzung für den damaligen Vorsprung Deutschlands. Infolge des Zweiten Weltkrieges wurde diese aussichtsreiche Entwicklung aber für fast zehn Jahre völlig unterbrochen. Sie ist während dieser Zeit in Amerika weitergeführt in Richtung der Tieftemperaturpolymerisation, bei der die Vernetzung noch stärker zurückgedrängt und dadurch Elastizität, Zug- und Abriebfestigkeit gleichermaßen verbessert werden. Die Fabrikation dieses Cold-Rubber ist vor wenigen Monaten, zusammen mit der in Amerika entwickelten Herstellung des Butadiens durch Dehydrierung von Erdölbutan, von den Chemischen Werken Hüls mit einer Kapazität von 45 000 t/Jahr aufgenommen worden.

In die gleiche Zeit wie die Entwicklung des Bunas fällt auch der Ausbau der beiden wichtigsten Thermoplasten Polystyrol und Polyvinylchlorid, mit denen bald nach dem Ersten Weltkriege das Ziel der Fabrikation vollsynthetischer Kunststoffe in Angriff genommen worden war.

Das monomere Styrol wurde in Hinblick auf die Massenfabrikation aus dem in seiner Reaktionsweise vertrauten Äthylen und Benzol synthetisiert, und zwar, trotz der Schwierigkeit der Aluminiumchloridsynthese des Äthylencenzols, sehr bald kontinuierlich (BASF, 1928). Auch die kontinuierliche Dehydrierung bei 600°C in einem mit Wälzgas beheizten Röhrenofen über einem Zinkoxyd-Aluminiumoxyd-Katalysator sowie die Destillation unter Zusatz von Stabilisatoren und die kontinuierliche Polymerisation waren damals ausgesprochene Pionierleistungen.

Der niedrige Erweichungspunkt und die relativ hohe Temperaturbeständigkeit des Polystyrols prädestinierten es für die Verarbeitung durch Spritzguß, die, nachdem sie von der Metallverarbeitung auf die Celluloseester übertragen worden war, in den dreißiger Jahren beim Polystyrol zu hoher Vollkommenheit entwickelt wurde. Eine neuere Entwicklung ist die Herstellung von Schaumpolystyrol durch Zusatz leicht flüch-

tiger Kohlenwasserstoffe, die beim Erwärmen verdampfen. Zur Beherrschung der Polymerisationswärme auch bei sehr großen Durchsätzen – die westdeutsche Produktion wird auf weit über 50 000 t/Jahr zu schätzen sein – ist in Analogie zur Emulsionspolymerisation die Suspensionspolymerisation entwickelt worden, bei der zum Beispiel fein verteilter Feststoff als Suspensionsstabilisator dienen kann und das Polymerisat in Form von Kügelchen erhalten wird (Röhm & Haas, Darmstadt, um 1930).

Das schon seit langem bekannte, aber wegen seines hohen Erweichungspunktes nicht verwertbare Polyvinylchlorid wurde in Deutschland zu Beginn der dreißiger Jahre erstmalig in technischem Maßstab für Kunststoffe hergestellt, wobei man die Schwierigkeiten seiner Verarbeitung durch Mischpolymerisation oder Nachchlorierung zu umgehen suchte, da hierbei Produkte mit niedrigerem Erweichungspunkt entstanden. Aber erst nachdem man entdeckt hatte, daß das reine Polyvinylchlorid durch Walzen bei der hohen Temperatur von 160 bis 180 °C, wie man es bis dahin nur bei der Leichtmetallverformung kannte, verarbeitbar war, führte es sich in großem Umfange in die Technik ein. Dank seiner universellen Verwendbarkeit nimmt es heute mit jährlich rund 80 000 t in der deutschen Kunststoffproduktion einen führenden Platz ein.

Die Polyacrylester als dritte große Gruppe verdanken ihre Bedeutung einerseits der Entdeckung ausgezeichneter Synthesen für die Monomeren, die zuerst aus Äthylenoxyd und Blausäure (BASF, 1930), später nach dem Reppeschen Carbonylierungsverfahren mit Nickelcarbonyl- bzw. Nickelbromid-triphenylphosphin-Katalysatoren aus Acetylen, Kohlenoxyd und Wasser bzw. Alkohol (BASF, 1939) hergestellt wurden, und andererseits der Bildung fester Filme direkt aus der eintrocknenden Emulsion.

Der in äußerst vorsichtiger Blockpolymerisation verarbeitete Methacrylester ist nach wie vor das ideale organische Glas (Röhm & Haas, Darmstadt, 1928).

Viele dieser Verfahren wurden, besonders nach dem Zweiten Weltkrieg, in hochentwickeltem Stande vom Ausland übernommen.

Auf dem in Amerika entwickelten Gebiet der Polyamide ist als deutscher Beitrag deren Herstellung aus einer einzigen relativ leicht synthetisierbaren Komponente, Caprolactam, zu nennen.

In den letzten Jahren wurde von den Henkelwerken, Düsseldorf, ein Verfahren zur Herstellung von Terephtalsäure aus *o*-Phtalsäure entwickelt, das die Aufnahme der Produktion von Polyesterfasern erlaubt, ohne von der Erzeugung reinsten *p*-Xylols aus Erdöl abhängig zu sein.

Die Herstellung des Polyäthylens, die vor dem Kriege nach dem von England übernommenen Hochdruckverfahren bei 1500 ata erfolgte, erfuhr nach dem Kriege eine wesentliche Bereicherung durch die drucklose Polymerisation mit Titanchlorid-Aluminiumalkyl-Katalysatoren bei niedrigeren Temperaturen (ZIEGLER, 1953). Nachdem auch, wie oben geschildert, die Gewinnung des Äthylens aus Erdöl schon sehr weit ausgebaut ist, gilt es als einer der aussichtsreichsten Massenkunststoffe.

In diesem kurzen Kapitel, bei dem zudem der Gesichtspunkt des Chemical Engineering vorangestellt werden soll, ist es leider nicht möglich, alle die vielfältigen sonstigen deutschen Leistungen zu behandeln, wie Poly-

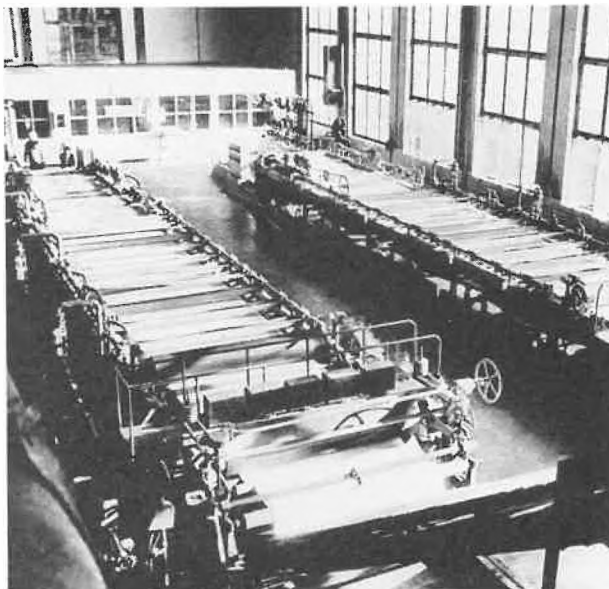


Abb. 25. Buna-Bandaufarbeitungsmaschine

esterharze, Harnstoffharze, Isocyanate, Polycarbonate usw. Insgesamt zeigt sich auf dem Kunststoffgebiet in Deutschland heute wieder eine sehr lebendige Entwicklung, die auf den obengenannten grundsätzlichen Erfindungen aufbaut. Die Produktionshöhe in Westdeutschland, die 1936, das ist vor Beginn der Buna-Produktion, etwa 60 000 t betrug, wurde nach dem Zusammenbruch erst um 1948 wieder erreicht und stieg bis 1956 auf 520 000 t.

VIII. Zahlreiche weitere eigenständige Entwicklungen

Ein Hauptcharakteristikum der deutschen Chemiewerke, die Vielseitigkeit ihres Produktionsprogramms und die starke Verflechtung ihrer Produktionen, die eine schnelle Anpassung an den Wechsel in der Absatz- wie der Rohstoffversorgungslage gestatten, kann hier, der gebotenen Kürze wegen, nicht seiner Bedeutung entsprechend geschildert werden.

Die Ursachen liegen schon in den frühesten Produktionszielen der einzelnen Werke begründet. Eines der durchsichtigsten Beispiele ist die in dem folgenden Schema (Abb. 26) dargestellte Entwicklung von heute aktuellen Großproduktionen aus den aufeinanderfolgenden Synthesen des Indigos, deren neueste mittels Blausäure sich ihrerseits durch sekundäre Entwicklungen aus der bei der ersten angewandten Katalyse ergab.

Auch zufällige Entdeckungen, wie die der Bildung von Eisenpentacarbonyl, sind zu wichtigen Produktionen entwickelt, wie zum Beispiel der Herstellung von reinstem Nickel über Nickeltriacarbonyl aus dessen metallurgischem Vorkonzentrat und von reinstem Eisen für elektromagnetische Zwecke; die Übertragung der auf Magnetit führte zur Fabrikation der heute in aller Welt bekannten Tonbänder (BASF).

Andere Verfahren gehen einfach auf den Zwang zur Rationalisierung zurück. So umgeht bei der Herstellung

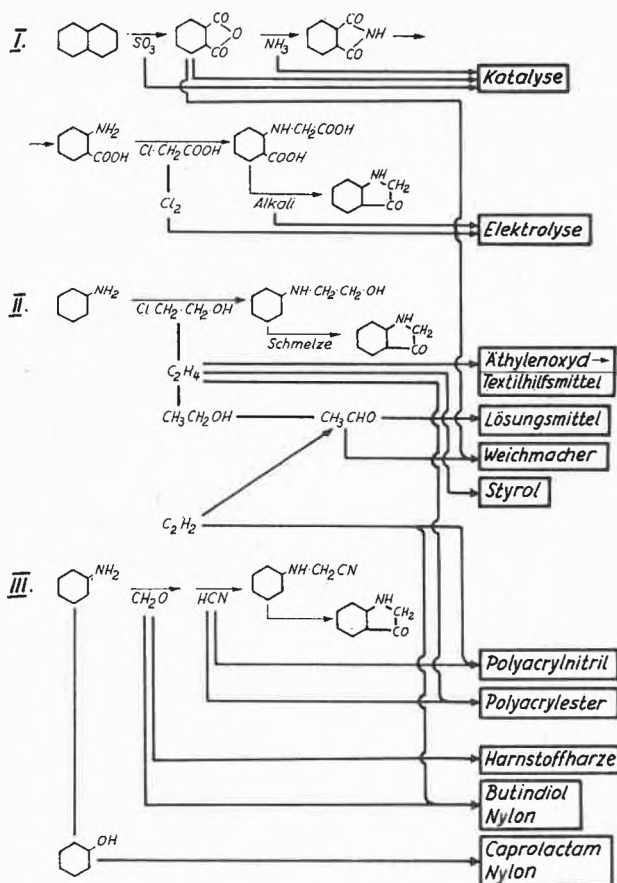


Abb. 26. Die Entwicklung aktueller Verfahren aus den Indigo-Synthesen (BASF)

der hochkonzentrierten Salpetersäure das Pintsch-Ba-mag-Verfahren die schwierige Absorption der Stickoxyde, das Abdestillieren des Wassers und die teure Regeneration der Schwefelsäure dadurch, daß die Verbrennungsgase des Ammoniaks als Stickstofftetroxyd kondensiert und nach Zusatz der stöchiometrischen Menge Wasser mit Sauerstoff im Autoklav in einem Schritt zu 99,9prozentiger Salpetersäure oxydiert werden. Bei der Pyritröstung ist das Wirbelschichtverfahren dank seiner hohen Leistung von $2300 \text{ kg S/m}^3 \text{ h}$ im Begriff, das bisherige Drehrohrverfahren mit nur $120 \text{ kg S/m}^3 \text{ h}$ zu verdrängen (Abb. 27, BASF, 1950). Sieben Jahre nach Abschluß der Versuche sind 59 Anlagen in Betrieb und weitere 42 im Bau mit Kapazitäten bis zu 250 t Pyrit je Ofen und Tag.

Immer wieder wurden in Deutschland Verfahren wegen der Rohstoffknappheit entwickelt. So führte zum Beispiel im Ersten Weltkriege die Knappheit an Schwefel und Pyrit zur Herstellung von Schwefelsäure durch Reduktion von Gips im Drehrohrföfen mit Kohle unter Zugabe von Sand und Ton zu Schwefeldioxyd, wobei ein wertvoller Portlandzement als Nebenprodukt erhalten wurde (Bayer, Leverkusen). 1938 wurde eine Anlage für täglich 400 t Schwefelsäure errichtet. Ammonsulfat wird von jeher vorwiegend durch Umsetzung von Ammoniak und Kohlensäure mit einer wäßrigen Suspension von Gips erzeugt.

Der Mangel an pflanzlichen und tierischen Fetten für technische Zwecke wurde durch die Oxydation von Paraffin mit Luft zu Fettsäuren weitgehend behoben.

Ein großes Gebiet, das in Zukunft noch sehr bedeutsam für die übrige Welt werden wird, ist die Verhüttung armer Erze, ihre Anreicherung durch Flotation und ihre Vorbereitung durch Sinterung.

Von den zahlreichen weiteren Entwicklungen, die teilweise in Deutschland schon recht früh einen hohen Stand erreichten und heute von allgemeiner Bedeutung sind, seien hier nur noch die folgenden kurz erwähnt:

Die deutsche Kaliindustrie ist heute rund hundert Jahre alt. Bei ihren komplizierten Kristallisationsverfahren wurde wohl zum erstenmal die für das moderne Chemical Engineering selbstverständliche Methodik der Berechnung der fraktionierten Kristallisation mit Hilfe der Phasengleichgewichte von Mehrstoffsystemen angewandt.

Auf der Ammoniaksynthese basiert die weite Ausbreitung der Düngemittelindustrie mit der schon 1926 entwickelten Harnstoffsynthese. Eine wesentliche Voraussetzung für die heute wohl selbstverständliche Anwendung des Kunstdüngers war die in diesen Jahren verfeinerte Düngelehre. Zu dieser kamen in den dreißiger Jahren noch Theorie und erste Praxis der Verfütterung von Harnstoff an Wiederkäuer als Ersatz für Futterweiß, die in den letzten Jahren in den USA eine weite Verbreitung gefunden hat.

Die Farbstoff- und pharmazeutische Industrie hatte schon immer eine große Bedeutung, da hier die Kunst des organischen Chemikers, die in Deutschland wohl seit jeher am höchsten geschätzt wurde, ihr weitest Betätigungsfeld fand.

IX. Wandel der Technik erfordert Verstärkung der chemischen Technologie

Vom Gesichtspunkt der modernen chemischen Technologie muß es erstaunlich erscheinen, daß alle die geschilderten deutschen Leistungen, denen man ohne weiteres einen ausgesprochen technologischen Charakter zuerkennen wird, von klassisch ausgebildeten Chemikern und Maschineningenieuren entwickelt worden sind. Bis vor wenigen Jahren gab es in Deutschland keine technologische Ausbildung im Sinne des Chemical Engineering, die halbwegs der amerikanischen gleichkam. Vielmehr haben einzelne dafür begabte Chemiker wie Ingeni-

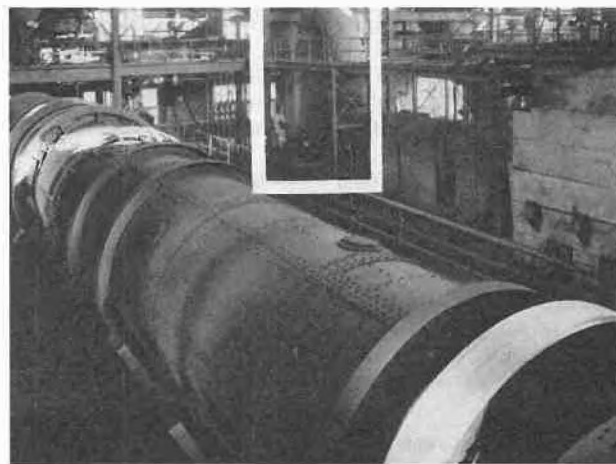


Abb. 27. Größenvergleich der Wirbelschichtröstung von Pyrit ($125 \text{ t H}_2\text{SO}_4 / \text{Tag}$; eingerahmt) mit der üblichen Drehrohrröstung ($70 \text{ t H}_2\text{SO}_4 / \text{Tag}$)

eure sich in der Praxis ein Mindestmaß an moderner Methodik selbst erworben und sich im übrigen bei Neuentwicklungen auf die in den Werken vorhandenen Erfahrungen und Vorbilder gestützt. Diese beruhten allerdings zum großen Teil auf ausgezeichneten theoretischen Grundlagen; so war zum Beispiel die Ende der zwanziger Jahre von der IG Farbenindustrie Aktiengesellschaft durchgeführte Zusammenfassung des durch NUSSELT erreichten hohen Standes der Erforschung des Wärmeübergangs in Vier-Parameter-Diagrammen ein ausgezeichnetes Hilfsmittel für die breite Anwendung in der Praxis. Die Möglichkeit, die komplizierten Vorgänge des Stoffübergangs in Analogie zum Wärmeübergang zu erfassen, wurde wohl klar erkannt, aber diese Erkenntnis blieb auf einen kleinen Kreis von Wissenschaftlern beschränkt und wurde nicht, wie später in den USA durch LEWIS, COLBURN u. a., zum Kernstück der modernen Verfahrenstechnik und Reaktionskinetik ausgebaut.

Nachdem noch vor wenigen Jahren das Chemical Engineering (in viel zu enger Auslegung des amerikanischen Begriffes Engineering) von seiten der Industrie wie der klassischen Chemie an den Hochschulen in Deutschland fälschlich als ein unglückliches Zwittergebilde zwischen Chemiker und Maschineningenieur angesehen und daher abgelehnt wurde, sind führende Persönlichkeiten heute bereit, es als Lehrfach für die Hochschule anzuerkennen. Die großen Fachverbände Dechema und VDI (Deutsche Gesellschaft für Chemisches Apparatewesen und Verein Deutscher Ingenieure) haben sich der Verbreitung des Chemical Engineering angenommen.

In der Tat ist durch die Verlagerung des Schweregewichts der chemischen Industrie auf die kontinuierlich-katalytischen Verfahren eine neue Situation entstanden. Die Katalyse hat so viele Synthesemöglichkeiten geschaffen, daß die Chemieproduktion, wie die statistischen Kurven der Abb. 28 zeigen, seit Ende der dreißiger Jahre in allen Ländern der Welt einen ungeheuren Aufschwung genommen hat. Durch die Schnelligkeit des technischen Fortschritts ist die Nutzungsdauer der Verfahren stark herabgesetzt. Die führenden deutschen Chemiewerke berichten, daß 40 % ihres Umsatzes auf Produkte entfallen, die erst während der letzten zehn Jahre auf den Markt gebracht worden sind. Daher müssen neue Verfahren sehr viel schneller und rationeller entwickelt werden als bisher.

Die moderne technische Reaktionskinetik, welche die komplexe Abhängigkeit des chemischen Umsatzes von der Reaktionsgeschwindigkeit, der Konzentration und vor allem von den physikalischen Faktoren des Stoff- und Wärmeübergangs sowie der Strömung und Verweilzeit mathematisch erfaßt, ermöglicht es nun, Typ, Form und Größe des Reaktors recht sicher vorzuberechnen. Durch die Wahl des Reaktors, bei der meist Kompromisse in bezug auf Umsetzungsgrad, Fehlreaktionen usw. gemacht werden müssen, werden auch die anschließenden Trennprozesse festgelegt. Damit wird eine

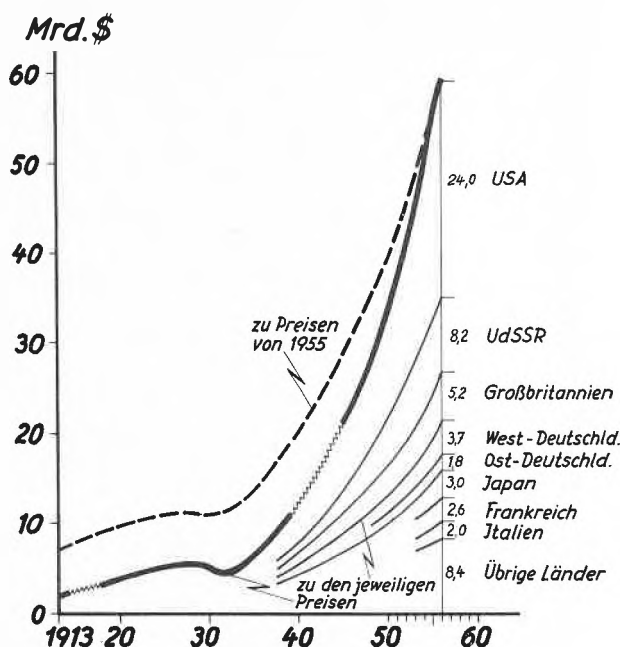


Abb. 28. Chemieweltproduktion

Abschätzung der Herstellungskosten des Produkts und seiner wirtschaftlichen Aussichten möglich. Da bei einer solchen Vorausprojektierung die chemischen Gesichtspunkte entscheidend sind und oftmals recht komplizierte chemische Auswege gegen den Apparateaufwand abgeglichen werden müssen, ist es logischer und erfolgversprechender, daß die Lücke zwischen Laborversuch und Großapparat mehr von der Seite des Chemikers überbrückt wird als von der Seite des Maschineningenieurs.

Dessen Spezialausbildung für die chemische Industrie, die auf einzelnen Gebieten der Verfahrenstechnik, insbesondere der Destillation, durch E. KIRSCHBAUM schon seit Anfang der dreißiger Jahre systematisch entwickelt ist, wird neuerdings stärker gefördert; die Zahl der Ingenieurabsolventen, die eine Ausbildung in Verfahrenstechnik erhalten, ist, je nach dem Grad der Ausbildung, auf jährlich 100 bis 300 zu schätzen.

Die deutsche Zurückhaltung gegenüber der Ausweitung der Chemikerausbildung auf das Chemical Engineering beruht auf der Befürchtung – wengleich dies bisher nie klar ausgedrückt wurde –, daß die schöpferische Phantasie des klassischen Chemikers, die durch das unmittelbar empirische Arbeiten zweifellos gefördert wird, durch die dem Chemical Engineering eigene Systematik beeinträchtigt werden könnte.

In Wirklichkeit hat jedoch jede der beiden Richtungen bei Überbetonung ihren Nachteil: Einerseits führt die beste mathematische Erfassung des Gesamtgeschehens in einem System zu einem falschen Ergebnis, wenn die rein chemische Aufklärung unzureichend, zum Beispiel der zugrunde gelegte Reaktionsmechanismus anders ist als angenommen wurde. Andererseits läßt die am Experiment haftende klassisch-intuitive Arbeitsweise die für die großtechnische Ausführung wirk

lich entscheidenden Faktoren meist nicht richtig erkennen und an den optimalen Bedingungen lange vorbeigehen, was bei der zunehmenden Schnelligkeit des technischen Fortschritts (Abb. 28) zu einem sehr schwerwiegenden Nachteil wird. Es kommt also bei der Ausbildung des Chemikernachwuchses auf eine Synthese zwischen der traditionellen Ausbildung und der modernen chemischen Technologie an. In Anerkennung der großen Erfolge der klassischen Chemie ist die richtige Mittellage: wesentlich mehr chemische Technologie als bisher, aber nicht mehr als notwendig.

In dieser Richtung wirken schon die finanziellen und personellen Schwierigkeiten, das bestehende Unterrichtssystem auszuweiten. Moderne chemische Technologie im Sinne des amerikanischen Chemical Engineering wird in Westdeutschland an den 17 Universitäten, aus denen jährlich 500 bis 600 junge Chemiker hervorgehen, praktisch überhaupt nicht und an den 7 technischen Hochschulen, von denen 300 bis 400 kommen, nur als eines der vier obligatorischen Teilgebiete der Chemie (anorganische, organische, physikalische und technologische Chemie) gelehrt. Diese Ausbildung für alle Chemiker der technischen Hochschulen dauert, über mehrere Semester verteilt, insgesamt, an den einzelnen Hochschulen verschieden, mindestens ein, höchstens zwei Semester. Etwa 70 Chemiker wählen Technologie als Hauptfach, in welchem sie während zweieinhalb Jahren ihre Diplom- und Doktorarbeit machen.

Dies bedeutet, daß von der nachrückenden Chemikergeneration ungefähr ein Drittel in chemischer Technologie so weit ausgebildet ist, daß es die wichtigsten Gebiete, wie Material- und Energiebilanzen, die Grundlagen der technischen Reaktionsführung und Reaktorbe-

rechnung, die wichtigsten Trennprozesse, die Gesetze des Stoff- und Wärmeübergangs sowie die Grundlagen der Wirtschaftlichkeitsprüfung nicht nur kennt, sondern auch anwenden kann; ein Teil sogar bis zu den kompliziertesten Problemen, die die moderne Technik überhaupt stellt. In Verbindung mit der sehr gründlichen Ausbildung in den klassischen Fächern der Chemie stellt dies den typisch deutschen Weg dar. Im Gegensatz zu Amerika hat meist nur ein einziger Professor mit Hilfe von Assistenten das ganze Gebiet zu vertreten. Die Arbeits- und Lebensbedingungen sind wenig befriedigend. Trotz mancherlei Förderung der Richtung des Chemical Engineering kann man bei der allgemein konservativen Einstellung nicht erwarten, daß sich diese gegenwärtige Struktur sehr schnell ändern wird.

Die Auffassung des Faches chemische Technologie wird sehr stark durch den Entwicklungsgang des Professors bestimmt. So betont der Verfasser, der den Vorzug hatte, auf mehreren Gebieten der oben geschilderten deutschen Entwicklung und in engem Kontakt mit den großen Pionieren zu arbeiten, die Projektierung von Verfahren, aber mehr als Leitgedanken und Ordnungsprinzip für den im übrigen systematisch dargebotenen Lehrstoff: Eine richtig durchgeführte Projektierung ist, angefangen von der industriellen Zielsetzung, über die wissenschaftlichen Grundlagen der Reaktion, die Berechnung der Apparate und des Energieverbrauchs, die Abschätzung der Herstellungskosten bis zur Beurteilung der Wirtschaftlichkeit und der Zukunftsaussichten, das umfassendste und logisch bestaufgebaute Schema aller vielfältigen Gesichtspunkte der chemischen Industrie.

Der Verfasser dankt seinem Assistenten, Herrn Dipl.-Chem. W. RASKOB, für die wertvolle Hilfe bei der Abfassung.